

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN
ASAM ASETAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**



PUBLIKASI ILMIAH

Disusun sebagai salah satu syarat menyelesaikan Program Studi Strata I

Jurusan Teknik Kimia

Oleh:

BIRO DINA MIKO

D500090008

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA
2016**

HALAMAN PERSETUJUAN

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN
DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

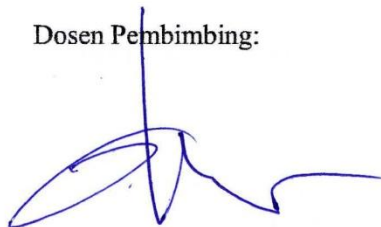
PUBLIKASI ILMIAH

Oleh:

BIRO DINA MIKO
D500090008

Telah diperiksa dan disetujui untuk diuji oleh:

Dosen Pembimbing:

A handwritten signature in blue ink, consisting of a large loop followed by a series of smaller, connected strokes.

Muhammad Mujiburohman S.T., M.T., Ph.D.
NIK. 794

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN
DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Oleh:

BIRO DINA MIKO

D500090008

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

Fakultas Teknik

Universitas Muhammadiyah Surakarta

Pada hari Rabu, 2 Maret 2016

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Dewan Penguji:

1. **Muhammad Mujiburohman S.T., M.T., Ph.D.** (.....)
(Ketua)
2. **Dr. Ir. H. Ahmad M. Fuadi, M.T.** (.....)
(Penguji I)
3. **Tri Widayatno, S.T., M.Sc., Ph.D.** (.....)
(Penguji II)

Dekan Fakultas Teknik



Ir. Sri Sunarjono, M.T., Ph.D.

NIK. 682

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan untuk memperoleh gelar kesarjanaan di suatu perguruan tinggi dan sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebutkan dalam daftar pustaka.

Apabila kelak terbukti ada ketidakbenaran dalam pernyataan di atas, maka saya akan mempertanggungjawabkan sepenuhnya.

Surakarta, 13 April 2016



(Biro Dina Miko)

INTISARI

Asetanilida merupakan senyawa turunan dari asetil amina aromatis yang digolongkan sebagai amida primer. Kebutuhan asetanilida dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan sehingga perlu adanya penambahan produksi dengan pendirian pabrik asetanilida. Untuk itu perlu adanya perancangan pabrik asetanilida. Pabrik asetanilida ini dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yang diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri bahkan ekspor.

Proses pembuatan asetanilida ini dilakukan dengan reaksi asilasi amida fase cair dengan perbandingan mol anilin : asam asetat = 1:2. Reaksi bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)*, fase cair-cair, *reversible* serta kondisi operasi dijaga *isothermal* (120°C) dan tekanan 1 atm. Produk keluar dari reaktor dalam bentuk cair, kemudian dikristalkan dengan *crystallizer*. Produk kristal selanjutnya dipisahkan dalam *centrifuge* kemudian dikeringkan dengan *rotary dryer* dan diangkut menuju silo. Selanjutnya produk kristal di *packing* dan dijual untuk dipasarkan. Kebutuhan anilin untuk pabrik ini sebanyak 2.299,0405 kg/jam dan kebutuhan asam asetat sebanyak 1.603,5526 kg/jam. Produk berupa asetanilida sebanyak 3.297,7828 kg/jam. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebesar 25.698,4146 kg/jam yang diperoleh dari air sungai Bengawan Solo, penyediaan *saturated steam* sebesar 1.563,8558 kg/jam yang diperoleh dari *boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* sebesar 136,3039 liter per jam, kebutuhan udara tekan sebesar 56,0736 m³/jam, kebutuhan listrik sebesar 400 kW diperoleh dari PLN dan *generator set*. Pabrik ini didirikan di Kebak Kramat, Karanganyar, Jawa Tengah dengan luas tanah 20.000 m² dan jumlah karyawan 208 orang.

Pabrik asetanilida ini menggunakan modal tetap sebesar Rp 370.758.439.187,55 dan modal kerja sebesar Rp 214.417.969.984,39. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 202.320.430.263,76 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp 161.856.344.211,00 per tahun. *Percent Return On Investment (ROI)* sebelum pajak 55% dan setelah pajak 44%. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 1,55 tahun dan setelah pajak selama 1,86 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 40%, dan *Shut Down Point (SDP)* sebesar 26%. *Discounted Cash Flow (DCF)* terhitung sebesar 43%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan, bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata kunci : asetanilida, anilin, asam asetat, prarancangan pabrik

ABSTRACT

Acetanilide an acetyl derivative of aromatic amines that are classified as primary amide. Acetanilide needs from year to year continues to increase so that the need for increased production with the establishment of the factory acetanilide. For that we need acetanilide plant design. Acetanilide mill is designed with a capacity of 25,000 tons / year which is expected to meet the domestic needs and even export

Acetanilide making process is carried out by liquid phase acylation reaction amide mole ratio of aniline: acetic acid = 1: 2. The reaction is exothermic and the reactor is run in Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), liquid-liquid phase, reversible and kept isothermal operating conditions (120°C) and a pressure of 1 atm. Acetic acid requirement for this plant as much 4.734,8485 kg/hour and needs as much aniline 6.106,9986 kg/hour. Products such as acetanilide 3.297,7828 kg/hour. Utilities include water provision process support for 25.698,4146 kg/h obtained from Bengawan Solo river water, the supply of saturated steam at 1.563,8558 kg/h obtained from the boiler with fuel oil amounted to 136,3039 liters of fuel per hour, the air needs press amounted to 56,0736 m³/hour, the electricity needs of 292,8875 kW obtained from PLN and generator sets. The factory was founded in Kebak Kramat, Karanganyar, Central Java with a land area of 20,000 m² and the number of employees 208 peoples.

Acetanilide mill uses fixed capital of Rp 370.758.439.187,55 and working capital of Rp 214.417.969.984,39. From the economic analysis of this plant show a profit before tax of Rp 202.320.430.263,76 per year and after tax of Rp 161.856.344.211,00 per year. Percent Return On Investment (ROI) before taxes 55% and 44% after tax. Pay Out Time (POT) before tax for the year of 1.55 and 1.86 after tax during the year. Break Even Point (BEP) by 40%, and Shut Down Point (SDP) by 26%. Discounted Cash Flow (DCF) accounted for 43%. From the data above feasibility analysis concluded that the plant is profitable and feasible to set.

Keywords: acetanilide, aniline, acetic acid, factory design

I. PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Kemajuan ilmu pengetahuan dan teknologi telah mendorong Indonesia ke arah industrialisasi guna meningkatkan perekonomian. Berbagai sektor industri terus ditumbuhkembangkan agar mampu bersaing dalam pasar nasional maupun internasional. Untuk meningkatkan kebutuhan bahan-bahan kimia dalam negeri maka industri-industri kimia dalam negeri perlu ditingkatkan. Salah satunya adalah industri asetanilida (*acetanilide*).

Acetanilide juga dikenal sebagai *N-phenylacetamide* atau *acetil* memiliki rumus molekul $C_6H_5NHCOCH_3$ berbentuk kristal dan sedikit larut dalam air. Asetanilida memiliki berbagai manfaat, baik itu digunakan sebagai bahan baku kimia ataupun digunakan sebagai bahan penunjang industri kimia. Manfaat tersebut antara lain:

1. Untuk bahan pembuatan obat-obatan. Seperti *paracetamol* (untuk keperluan *antipretic* dan *analgesic*), lidokain (untuk keperluan anestesi/pembiusan), dan *penicilin*,
2. Untuk *inter mediet* pada sulfon dan *acetil clorida*,
3. Sebagai *stabilizer* pada selulosa ester varnis seperti *tinner*,
4. Untuk bahan pembantu dalam industri cat dan karet
5. Bahan pewarna buatan,
6. Sebagai *inter mediet* pada pembuatan pewarna buatan, dan
7. Digunakan *inhibitor* dalam industri peroksida.

1.2. Tinjauan Pustaka

Acetanilide merupakan senyawa turunan *acetilamina* aromatis yang termasuk dalam amida primer, di mana 1 atom hidrogen pada anilin diganti dengan 1 gugus *acetil*. *Acetanilide* memiliki bentuk kristal berwarna putih. *Acetanilide* atau yang memiliki nama lain *N-phenilacetamida* mempunyai rumus molekul $C_6H_5NHCOCH_3$ serta berat molekul 135,17 gram/mol.

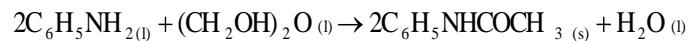
Asetanilida pertama kali ditemukan *Fiedel-Craft* tahun 1872 dengan mereaksikan *asetophenon* dan NH_2OH yang menghasilkan *asetophenon oxime*, yang kemudian katalis diubah menjadi *acetanilide*. Pada tahun 1899 Beckmand menemukan *acetanilide* dari benzilcianida dan H_2O dengan katalis HCl . Kemudian tahun 1905 Weaker menemukan *acetanilide* dari anilin dan asam asetat.

1.3. Proses pembuatan asetanilida

Ada beberapa cara pembuatan asetanilida, yaitu:

1. Pembuatan *acetanilide* dari anilin dan asam asetat anhidrat

Dalam hal ini *acetanilide* dibuat dengan cara mencampur 1 bagian anilin dan 1,4 bagian asam asetat dalam larutan *benzene* untuk direfluk.. Reaksi yang terjadi sbb:



Setelah itu campuran reaksi di-*filter*, kristal di pisahkan dari air panasnya dengan cara pen dinginan, dan *filtrate*-nya di-*recycle* kembali.

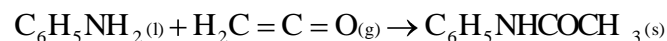
2. Pembuatan *acetanilide* dari anilin dan asam *thio asetat*

Anilin direaksikan dengan asam thioasetat dan menghasilkan asetanilida dengan membebaskan H_2S , sesuai dengan reaksi sbb:



3. Pembuatan *acetanilide* dari *aniline & keten*

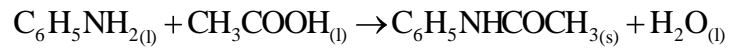
Dalam hal ini *acetanilide* dibuat dengan cara mereaksikan anilin dengan keten (gas). Reaksinya yang terjadi sbb:



Proses ini sudah tidak digunakan lagi dalam industri karena dinilai tidak ekonomis.

4. Pembuatan *acetanilide* dari anilin dan asam asetat

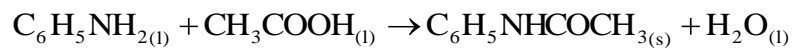
Cara ini paling banyak di gunakan dalam industri, karena lebih ekonomis. Dalam pembuatannya anilin direaksikan dengan asam acetat berlebih 100%. Reaksi yang ter jadi sbb:



Reaksi terjadi selama 6 jam pada suhu 120°C. Produk (dalam keadaan panas) lau dikristalkan dalam *crystallizer*, kemudian dipisahkan dengan *centrifuge* dan dikeringkan dengan *rotary dryer* (Faith Keyes, 1975).

II. DISKRIPSI PROSES

Reaksi pembuatan *acetanilide* dari anilin dan asam asetat merupakan reaksi homogen fase cair. Anilin dan asam asetat 100% berlebih diersaksikan dengan perbandingan mol 1 : 2. Dengan waktu selama 6 jam dan suhu 120 °C dalam reaktor *Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)*. Reaksi yang terjadi sbb:



Produk keluar dari reaktor dalam bentuk cairan panas, kemudian di-*filter*, dikristalkan di *crystallizer*, dipisahkan dalam *centrifuge*, kemudian dikeringkan di *rotary dryer*.

Berikut rincian aliran arus massa (neraca massa) dari perancangan pabrik *acetanilide* berkapasitas 25.000 ton/tahun.

a. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	2.299,0405	2.435,8080	1,7090	2.460,4122
CH_3COOH		6.106,9986	92,3835	4.548,9354
H_2O	9,2331	1.034,5636	1.230,0928	253,3857
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3$		105,7883		3.404,5133
Subtotal	2.308,2735	9.683,1586	1.324,1855	10.667,2466
Total		11.991,4321	11.991,4321	

b. Neraca Massa Crystallizer

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₅ NH ₂	2.460,4121	2.460,4121
CH ₃ COOH	4.548,9354	4.548,9354
H ₂ O	253,3857	253,3857
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (aq)	3.404,5133	44,3026
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (s)		3.360,2106
Total	10.667,2466	10.667,2466

c. Neraca Massa Centrifuge

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₅ NH ₂	2.460,4122		2.435,8080	24,6041
CH ₃ COOH	4.548,9354		4.503,4461	45,4894
H ₂ O	253,3857	976,3267	1.032,9584	196,7540
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (aq)	44,3027		105,7883	
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (s)	3.360,2106			3.298,7250
Subtotal	10.667,2466	976,3267	8.078,0008	3.565,5725
Total	11.643,5733		11.643,5733	

d. Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 15	Arus 12
C ₆ H ₅ NH ₂	24,6041	6,1131	18,4910
CH ₃ COOH	45,4894	6,1131	39,3762
H ₂ O	196,7540	3,0566	193,6974
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃	3.298,7250	3.297,7828	0,9422
Subtotal	3.565,5725	3.313,0657	252,5068164
Total	3.565,572473	3.565,572473	

e. Neraca Massa Cyclon

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 14	Arus 13
C ₆ H ₅ NH ₂	18,4910	0,0370	18,4540
CH ₃ COOH	39,3762	0,0788	39,2975
H ₂ O	193,6974	0,1937	193,5037
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (s)	0,9422	0,9375	0,0047
N ₂	8.673,2206		8.673,2206
O ₂	2.634,9025		2.634,9025
Subtotal	11.560,6299	1,2469	11.559,3830
Total	11.560,6299	11.560,6299	

Berikut aliran arus panas (neraca panas) dari perancangann pabrik *acetanilide* berkapasitas 25.000 ton/tahun:

a. Neraca Panas di Reaktor

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₅ NH ₂	547.111,1827	516.391,5732	552.637,5583	
CH ₃ COOH	1.313.335,8480		978.267,7745	15.569,5841
H ₂ O	412.312,8559	3.679,7384	100.983,8305	387.651,3750
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃	18.407,6891		592.402,2355	
Subtotal	2.291.167,5757	520.071,3116	2.224.291,3987	403.220,9591
Penguapan			1.276.515,6447	
Panas reaksi	525.226,4917			
Pemanas	567.562,6234			
Total	3.904.028,0025		3.904.028,0025	

b. Neraca Panas di Crystallizer

Komponen	Arus Masuk		Arus Keluar	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 15
C ₆ H ₅ NH ₂	1.724,7094		2.006,9739	493,6278
CH ₃ COOH	3.032,2787		4.070,6378	469,6178
H ₂ O	25.020,0668		37.922,4269	
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃	98.144,0814		45,2010	114.333,2800
N ₂		836.633,8250	430.235,9448	
O ₂		218.284,8867	112.876,2607	
Sub Total	127.921,1363	1.054.918,7117	587.157,4450	115.296,5256
Q Penguapan			480.385,8775	
Total	1.182.839,8480		1.182.839,8480	

c. Neraca Panas di Centrifuge

Komponen	Arus Masuk (Kj/jam)		Arus Keluar (Kj/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₅ NH ₂	198.675,2419		170.746,2315	1.724,7094
CH ₃ COOH	349.454,4655		300.195,5908	3.032,2787
H ₂ O	37.058,5888	28.944,8179	131.355,3507	25.020,0668
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (aq)	2.734,9861			
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (s)	116.497,6357		3.147,4267	98.144,0814
Subtotal	704.420,9180	28.944,8179	605.444,5997	127.921,1363
Total	733.365,7360		733.365,7360	

d. Neraca Panas di Rotary Dryer

Komponen	Arus Masuk		Arus Keluar	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 15
C ₆ H ₅ NH ₂	1.724,7094		2.006,9739	493,6278
CH ₃ COOH	3.032,2787		4.070,6378	469,6178
H ₂ O	25.020,0668		37.922,4269	447,0339
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃	98.144,0814		45,2010	114.333,2800
N ₂		836.633,8250	430.235,9448	
O ₂		218.284,8867	112.876,2607	
Sub Total	127.921,1363	1.054.918,7117	587.157,4450	115.296,5256
Q Penguapan				479.938,8435
Total	1182.839,8480		1.182.839,8480	

e. Neraca Panas di Cyclon

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₅ NH ₂	2.006,9739	2.002,9599	4,0139
CH ₃ COOH	4.070,6378	4.062,4965	8,1413
H ₂ O	37.922,4269	37.884,5044	37,9224
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃	45,2010	0,2260	44,9750
N ₂	430.235,9448	430.235,9448	
O ₂	112.876,2607	112.876,2607	
Subtotal	587.157,4450	587.062,3924	95,0526
Total	587.157,4450	587.157,4450	

f. Neraca Panas di Heater-01

Komponen	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus Keluar (kJ/jam)
	Hm	Arus 1
C ₆ H ₅ NH ₂	26037,201	515542,087
H ₂ O	191,362	3673,869
Sub total	26228,563	519215,956
Steam	492987,393	-
Total	519215,956	519215,956

g. Neraca Panas di Heater-02

Komponen	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus Keluar (kJ/jam)
	Hm	H2
CH ₃ COOH	17.224,9851	344.277,0153
H ₂ O	33,2684	638,6963
Sub total	17.258,2532	344.915,7114
Steam	327.657,4593	
Total	344.915,7110	344.915,7110

h. Neraca Panas di Heater-03

Komponen	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus Keluar (kJ/jam)
	Hm	Arus 3
C ₆ H ₅ NH ₂	28415,7619	546211,1619
CH ₃ COOH	49830,5983	966873,8066
H ₂ O	22051,4569	411016,5079
C ₆ H ₅ NHCOCH ₃ (aq)	934,0030	18377,0040
Sub total	101231,8201	1942478,4804
Steam	1841246,6603	-
Total	1942478,4804	1942478,4804

i. Neraca Panas di Heater-04

Komponen	Arus Masuk (kJ/jam)	Arus Keluar(kJ/jam)
	Hm	Arus 15
N ₂	63748,3882	969125,9192
O ₂	16815,6920	252422,1494
Sub total	80564,0803	1221548,0686
Steam	1140983,9883	-
Total	1221548,0686	1221548,0686

III. UTILITAS DAN LABORATORIUM

3.1. Unit Pendukung Proses (Utilitas)

Unit pendukung proses atau utilitas terdiri dari:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit pengadaan udara tekan
5. Unit penyediaan bahan bakar
6. Unit pengolahan air limbah

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Alat-alat utilitas yang digunakan terdiri dari:

- a. Filter
- b. Bak pengendap awal
- c. Bak penggumpal
- d. *Clarifer*
- e. Bak penyaring/*sand filter*
- f. Bak penampung sementara
- g. Tangki karbon aktif
- h. Bak penampung air bersih
- i. *Cooling tower*
- j. Pompa-pompa
- k. Tangki umpan *boiler*
- l. Tangki *deaerator*
- m. Tangki *anion exchanger*
- n. Tangki *kation exchanger*

2. Unit pembangkit *steam*

Untuk penyediaan steam digunakan alat pembuat steam *boiler*.

- a. Kebutuhan seteam : 1.563,8558 kg/jam
- b. Kapasitas panas *bolier* (Q) : 4.055.319,557 Btu/jam
- c. Kebutuhan bahan bakar *boiler* : 4,8135 ft³/jam

3. Unit pembangkit listrik

Besar kebutuhan listrik total adalah 295,129 kW.

4. Unit penyediaan udara tekan

Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol

5. Unit pengolahan air limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *acetanilide* dapat diklasifikasikan menjadi bahan buangan cair dan bahan buangan padat dari *filter*

4.2.Laboratorium

Laboratorium terdiri dari:

- a. Laboratorium pengamatan

- b. Laboratorium analitik
- c. Laboratorium penelitian pengembangan lingkungan

IV. ANALISIS EKONOMI

Pabrik asetanilida dari anilin dan asam asetat yang berkapasitas 25.000 ton/tahun ini digolongkan pabrik berisiko rendah, karena kondisi operasi atmosferis, suplai bahan baku dekat, dan merupakan komoditi ekspor. Hasil analisis kelayakan ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan sebelum pajak Rp 202.320.430.263,76 per tahun
Keuntungan setelah pajak Rp 161.856.344.211,00 per tahun
2. ROI (*Return On Investment*) sebelum pajak 55 %
3. ROI sesudah pajak 44%
4. ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko rendah minimal 11% (Aries & Newton, 1955)
5. POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak 1.86 tahun
POT (*Pay Out Time*) setelah pajak 1,55 tahun

POT sebelum pajak untuk pabrik berisiko rendah maksimal sebelum pajak 5 tahun
4. BEP (*Break Even Point*) adalah 43% dan SDP (*Shut Down Point*) adalah 26%.
BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40% - 60%.
5. (*Dis-counted Cash Flow*) adalah 43%. DCF yang dapat diterima harus lebih besar dari bunga pinjaman di bank, suku bunga bank saat ini berkisar 25%.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Brown, G. G., 1978, *Unit Operations*, Modern Asia Edition, John Wiley and sons, Inc, Tokyo.
- Brownell, L. E., and Young, E. H. 1979, *Process Equipment Design*, Wiley Eastern Limited, New Delhi. Coulson, J. M. and Richardson, J. F., 1993, *Chemical Engineering*, 1st edition, Volume 6, Pergamon Press, Oxford.
- Faith, W.L. Keyes, D.B., and Clark, R.L, 1957, *Industrial Chemical*, 2nd Ed., John Willey and Aaons Inc., New York.
- Fessenden, Fessenden, 1988, *Principles of Organic Chemistry*, 4th edition, McGRAW-HILL KOGAKHUSA, LTD., New York.
- Foust, A. S., 1980, *Principles of Unit Operation*, 2nd edition, John Willey and Sons, New York.
- Kern, D. Q., 1965, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Kirk, K. E. and Othmer, D. F., 1979, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3 edition, Volume 9, The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons, Inc, New York.
- Perry, R.H. and Chilton, C.H., 1999, *Chemical Engineer's Hand Book*, 7th ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., NY.
- Peters, M. S. and Timmershaus, K. D., 2003, *Plant Design Economics For Chemical Engineers*, 3 edition, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Ulman's, 1989, "Encyclopedia of Industrial Chemical Engineering Process Design and Economics" Jhon Wiley and Sons, Canada
- Smith, J. M. and Van Ness, H. C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*, 3 edition, McGraw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.
- Treybal, R. E., 1955, *Mass Transfer Operation*, International Student Edition, Kogakusha Company, Tokyo.